

川崎製鉄技報

KAWASAKI STEEL GIHO

Vol.1 (1969) No.2

ブタン水蒸気改質－パラジウム合金膜透過法による高純度水素製造設備の概要

Outline of Pure Hydrogen Gas Generating Plant by Butane Steam Reforming-Palladium Alloy Diffusion Process

有重 長治(Choji Arishige) 橋本 卓郎(Takuro Hashimoto)

要旨：

純水素ガスを製造する設備の概要について述べる。粗製水素ガスはブタンガスを水蒸気改質して作り、パラジウム合金膜透過法によって精製する。設備は脱硫、改質、CO 変成、CO₂ 除去、メタネーション、圧縮、および精製の 7 工程からなる。本設備は 300m³/h の能力をもち、生産される水素ガスは高純度かつ低露点（－80℃）であり、回収率は約 81～84% である。

Synopsis：

Crude hydrogen gas is made from butane by way of steam reforming, and purified under the palladium alloy diffusion process. The plant consists of seven processes: desulfurization, reforming, CO conversion, CO₂ removal, methanation, compression and purification. The capacity of the plant is 300m³ hydrogen gas per hour with high purity and low dew point (-80℃). The purifier recovers hydrogen from gas at a rate of about 81～84%.

(c)JFE Steel Corporation, 2003

本文は次のページから閲覧できます。

ブタン水蒸気改質—パラジウム合金膜透過法による 高純度水素製造設備の概要

Outline of Pure Hydrogen Gas Generating Plant by Butane
Steam Reforming-Palladium Alloy Diffusion Process

有 重 長 治*
Choji Arishige

橋 本 卓 郎**
Takuro Hashimoto

Synopsis:

Crude hydrogen gas is made from butane by way of steam reforming, and purified under the palladium alloy diffusion process.

The plant consists of seven processes: desulfurization, reforming, CO conversion, CO₂ removal, methanation, compression and purification.

The capacity of the plant is 300m³ hydrogen gas per hour with high purity and low dew point (-80°C).

The purifier recovers hydrogen from reformed gas at a rate of about 81~84%

1. まえがき

近年、高純度水素の需要増加に呼応して、Pd 合金膜透過法、特殊吸着剤による吸着分離法などの新しい精製法が登場し、精製純度の向上に著しい発展があった。

当社荻合工場においては高純度水素製造設備として、この Pd 合金膜透過法による精製法に着目、粗製水素発生工程として液化ブタンを原料とするブタン水蒸気改質法との組合せにより、能力 300 m³/h の高純度水素製造設備を、日本純水素(株)、日本揮発油(株)の手により建設し、昭和43年3月より稼動している。

この Pd 合金膜透過法は、従来実験室的規模の機器であり、これを大容量、連続運転の可能な工

業的規模の装置として実現したことはきわめて意義あることである。

図1は本設備のフローシートを示すもので、(1)脱硫工程、(2)改質工程、(3)CO変成工程、(4)脱炭酸工程、(5)メタネーション工程、(6)圧縮工程、および(7)精製工程よりなり、そのプロセスは(1)~(5)の粗製水素発生工程と(6)(7)の精製系工程に大別される。前者は硫黄含有量 50ppm 以下の液化ブタンを原料とし、水蒸気/ブタン比 16、改質温度 840°C、圧力 3.5kg/cm²で粗製水素ガス発生能力 370m³/h、純度 97%の設計であり、後者は、粗製ガス圧 9.7kg/cm²、精製水素ガス圧 500mmAqで 300m³/hの精製能力の設計である。

以下当工場の設備について各工程順にプロセスならびにその運転状況の概要を紹介する。

* 荻合工場製造部燃料課課長（現条鋼課課長）

** 荻合工場製造部燃料課係長

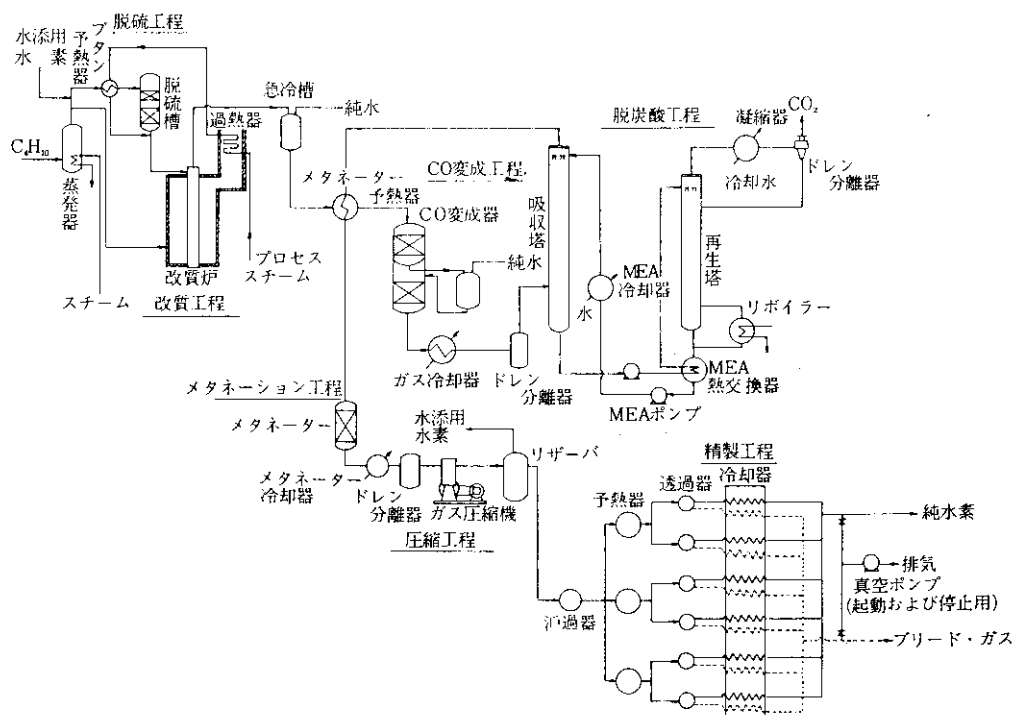


図 1 水素製造設備のフローシート

2. 脱硫工程

原料の液化ブタン中には、多少の差はあれ必ず硫黄分を含有しており、おもにその形は有機硫黄である。

改質工程で用いられる Ni 触媒は、硫黄被毒にきわめて敏感で、硫化ニッケルとなり、その活性を失なう。したがって、改質工程前に 1ppm まで除去することが必要である。

有機硫黄化合物は、 H_2S にくらべ、化学的に活性が弱いため、 H_2S の除去に用いる手段では、効果的に脱硫できない。このため、本設備では触媒をもって分解水添し、 H_2S の形とし、これを吸着除去する方法を採用した。

この工程において、同時に、一部の不飽和炭化水素も水添され、改質工程に好ましい影響をあたえる。

脱硫装置は、水添触媒 ($Co-Mo$ 系) を充填した水添反応部と、 H_2S の固定剤 (ZnO) を充填した

脱硫部よりなる。

水添用水素は、粗水素を循環利用し、原料ガスに対する添加割合は、15vol % 前後である。脱硫器の反応温度は、 $Co-Mo$ 系触媒層で $380\sim 400^\circ C$ 、 ZnO 固定剤層で $350\sim 430^\circ C$ 程度である。

脱硫工程における効果を表 1 に示す。

チオフェン類の硫黄分は、30~40 vol % 程度の水素を混入しないと水添できないので、この操作ではチオフェンが残留すると考えられる。このため、ブタン購入に当っては硫黄分析 (Wickbold 法) を厳重におこない、硫黄分含有 50ppm 以下のものに限定している。

ZnO は、再生不能であるので、9wt % (吸着能力限界値は 12wt %) 程度まで吸着したならば、廃棄しなければならない。

3. 改質工程

脱硫した原料ガスは、改質炉煙道で過熱された

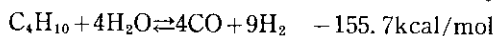
表 1 脱硫効果の1例

		組 成 (vol %)								S (ppm)
		CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂	n-C ₅ H ₁₂	Olefine	
脱 硫 前	I	—	0.3	4.1	42.8	51.3	0.5	0.03	0.97	26.4
	II	—	0.1	3.6	34.0	62.4	0.4	0.01	0.59	27.1
脱 硫 後	I	0.4	0.2	3.4	36.3	59.2	0.4	0.01	0.09	0.7
	II	0.5	0.2	3.1	31.8	64.2	0.5	0.01	0.14	0.9

操業データ

ブタン流量	31Nm ³ /h
水添量	5Nm ³ /h
入口温度	405°C
触媒層温度	368°C
圧 力	3 kg/cm ²

蒸気と合流し、改質反応管に送入される。ブタンと水蒸気は、外部加熱された Ni 系触媒の存在のもとで、次のリフォーミング反応が行なわれる。



さらに、生成した CO、H₂ および H₂O の間でシフト反応、メタンスチーム反応が行なわれ、改質炉出口ではこの2反応の平衡値に近い組成となつて出る。

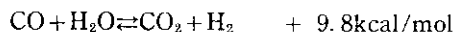


図2は水蒸気/炭素比と改質ガス組成の関係を示すもので、この結果からも改質ガス性状は、前述の反応式による平衡計算値とよく一致することがわかる。

改質炉は円筒状で、Ni 系触媒を充填した反応管が3本炉頂より垂直に吊り下げられている。

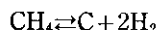
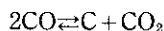
炉の加熱は、反応管に直接火焰が触れぬよう、ラジエントカップ・バーナーを使用し、かつ反応管を均一に加熱するため高さ方向4箇所、円周方向3箇所、計12本を配置し、温度分布の調整を容易にしている。燃料は、反応管に対する硫黄およびバナジウム障害を防ぐ意味から、重油燃焼を避け原料と同じブタンを使用している。

反応管の表面温度は約 1,000°C に達するので、反応管材料は高温でクリープ強度の高い 25Cr-20Ni 遠心鋳造管を使用している。

触媒は、陶土を担体とする Ni 系触媒で、直径 14mm のラシヒリング型のものである。

反応温度は、反応管入口：310～350°C、反応管触媒層出口：830～840°C、反応管出口：600～650°C である。

改質工程の操業で重要な問題は、つぎの反応式によって表わされる C 析出である。



触媒上に C 析出が起これると触媒の活性が低下し、かつ脆化する。はなはだしい時にはガス流れにより侵食を受け粉化崩壊する。この状態となれば反応管の圧力損失が増大し、場合によっては運転続行が不可能となる。

したがって、改質工程では C 析出を押えて、いかに効率よく運転するかが重要である。C 析出防止のため注意すべき事柄は次の3点である。

- (1) H₂O は、化学量論的必要量よりもはるかに多い量をあたえる。原料中の C 1 mol に対し、使用蒸気 3 mol 以上が通常であり、当工場では 4.6 mol ～ 5.2 mol を加えている。(図2参照)
- (2) 重質炭化水素や不飽和炭化水素を含有する原料をさける。いずれも C 析出を起こし易いので、含有量を 2 vol% 以下に規制している。
- (3) 脱硫工程後の硫黄分が 1 ppm を越えぬこと。

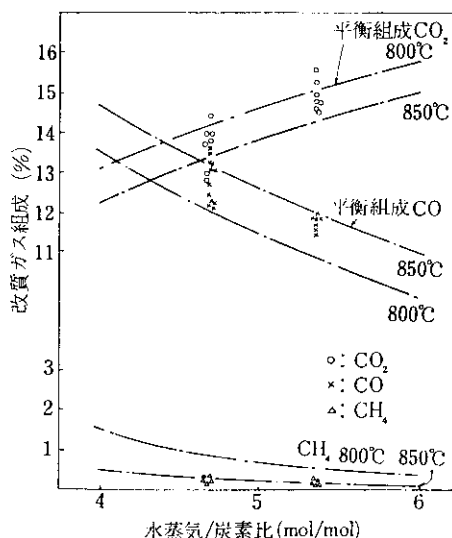


図 2 水蒸気/炭素比による改質ガス組成の変化

硫黄分の含有が5ppm以上となると触媒層の低温部がまず硫黄被毒をうけ、活性を失い、原料は高温部へC₄H₁₀の形のまま流入するため、熱分解を起こしC析出する。

したがって、ブタン購入時の検査を厳重に行なうとともに、脱硫工程での残留硫黄も検査しなければならない。毎週固定硫黄量を算出し累計しておき、脱硫触媒の限界値への到達度を監視していく必要がある。

触媒の活性低下およびC析出の管理は、つぎの3項目について行なっている。

- (1) 残メタン：触媒の活性低下またはC析出が起これば、残メタンは増加の傾向をたどる。
- (2) 4P：反応管の圧損失がしだいに増加するので、長期的に監視している。
- (3) 反応管の温度むら：触媒層の一部に粉化が起これば、閉塞しその部分のみ温度が上昇し色むらができる。

4. CO変成工程

改質ガスは、急冷槽でプロセス水（イオン交換樹脂で処理した純水）により冷却され、メタネーター熱交換器を通して、変成反応に適した温度となり、CO変成器にはいる。ここで、改質ガス中のCOは蒸気とFe-Cr系触媒の下に変成反応を行ないH₂に変成する。

反応は、発熱反応でCO 1mol 当り約10kcalの熱を発生し、反応の進行につれ温度は上昇する。触媒の許容温度が500°C程度であること、また平衡上、温度上昇の好ましくないことから、触媒層を二段に分け中間でプロセス水注入により冷却する方式をとっている。

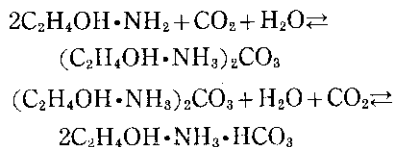
使用触媒は、高温触媒として知られるFe-Cr系で入口温度は約380°C、第1触媒層は約440°C、第2触媒層は約390°C、出口温度は約370°Cである。通常出口のCO濃度は約2%である。変成後ガスは冷却器を経て30~40°C程度に冷されたのち脱炭酸工程へ送られる。

5. 脱炭酸工程

CO変成工程を終えたガスはH₂とCO₂を主成分

とする混合ガスとなる。このガスをMEA (Mono Ethanol Amine) 水溶液が下降する吸収塔へ送りここでCO₂を吸収除去する。

MEAのCO₂吸収除去反応はつぎのようである。



これらの反応は可逆的で、平衡はMEAおよびCO₂の濃度と温度によって決る。CO₂の吸収は30~50°Cの低温で行ない、MEAの再生反応は、102~105°Cの温度で行なう。MEAは150°Cで完全にCO₂を放出するが、同時に高温では不安定で、分解して腐食性をもつ蟻酸やホルムアミドを生じ劣化や機材腐食の傾向をもつため、若干低い102~105°Cの温度で運転している。

この装置の操業で注意すべきことは、MEA溶液に劣化が起こった場合や汚れがある場合など泡立(foaming)が起こればやすいことである。泡立ちが生じると、MEA再生が不完全となり、ひいてはCO₂の吸収不良となり、次工程のメタネーター触媒層の温度暴走を生起する。これは高級アルコールなどの消泡剤を添加することによって、消滅もしくは防止することができる。

装置は、磁製ランヒリングを充填した吸収および再生の2本の塔よりなる。CO変成工程を終えたガスは、吸収塔底部に導入され、塔内を下降するMEA水溶液と向流接触しながら上昇し、その間にCO₂を吸収されて塔頂部より次工程へ送られる。一方、CO₂を吸収したMEA水溶液は塔底より抜き出され、再生塔より出た熱MEA水溶液と熱交換したのち、再生塔頂部へ送られ塔内を流下する。再生塔は塔底に再沸器をもち、蒸気によって、MEA水溶液を102°Cに加熱している。再沸器より上昇する蒸気と分解したCO₂は塔頂へと向い、流下する液を加熱すると同時にCO₂を放出させる。

塔頂より出たCO₂は、冷却器によって随伴したMEA液飛沫や蒸気を凝縮分解し塔内へ還流したあと系外へ放出される。

再生された熱MEA水溶液は、冷却器により30

表 2 粗製水素発生工程の操業データの 1 例

			設計値	100 % 負荷運転			80 % 負荷運転		
燃料 C ₄ H ₁₀ 量 kg/h			66.2	62.5	62.5	57.1	45.3	46.2	45.3
原料 C ₄ H ₁₀ kg/h			79.9	80.6	80.6	80.6	64.2	64.2	64.2
水添脱硫器	水添 H ₂ 量 m ³ /h			4.6	4.6	4.6	3.9	3.8	3.8
	入口温度 °C		400	405	415	400	403	402	400
	触媒層 " °C			367	367	360	352	358	356
	出口 " °C		350	324	330	320	312	312	310
	" 圧力 kg/cm ²		3.5	3.1	3.1	3.1	2.65	2.7	2.7
改質炉	原料スチーム量 kg/h		398	472	472	472	374	374	380
	モ ル 比 H ₂ O/C		3.32	4.7	4.7	4.7	4.68	4.68	4.7
	入口温度 °C		350	324	330	320	312	312	310
	反応管 " °C		840	830	846	839	831	841	833
	出口 " °C		790	628	639	633	615	620	617
	Δ P kg/cm ²		1.0	1.0	1.0	1.0	0.7	0.65	0.65
	CH ₄ %	0.24	0.03	0.03	0.02	0.03	0.02	0.02	0.02
	CO %	13.37	13.5	12.2	11.9	13.0	13.4	12.0	12.0
	CO ₂ %	13.22	14.4	13.0	11.2	13.2	13.8	12.4	12.4
	H ₂ %	73.17	72.07	74.77	76.88	73.77	72.78	75.58	75.58
急 冷 水 量 ℓ/h			114	60	66	59	22	40	50
CO 変成器	入口温度 °C		380	391	395	392	384	382	386
	上部触媒層 " °C			440	438	443	432	433	433
	下部 " " °C			389	389	390	383	383	383
	出口 " °C		375	375	376	376	366	367	366
	CH ₄ %	0.22	0.04	0.04	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
	CO %	1.88	2.4	2.2	2.05	2.4	2.7	2.1	2.1
CO ₂ 吸収塔	出口ガス組成 CO ₂ %	22.02	21.2	20.2	17.8	21.5	21.8	19.2	19.2
	H ₂ %	75.88	76.36	77.56	80.13	76.08	75.48	78.68	78.68
	入口温度 °C		60	55	56	50	46.5	52	49
	出口 " °C		40	31	32	32	38	41	37
	塔底MEA " °C		56	51	51	53	55	60	56
	CH ₄ %	0.2	0.05	0.1	0.04	0.03	0.01	0.03	0.03
MEA 再生塔	出口ガス組成 CO %	2.41	3.0	2.6	2.5	2.7	2.9	2.6	2.6
	CO ₂ %	20.11	-	-	-	-	-	-	-
	H ₂ %	97.28	96.95	97.3	97.46	97.27	97.09	97.37	97.37
	MEA 循環量 kg/h		7.1	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2	7.2
メタネーター	塔頂温度 °C		94.5	91	91	92	91	92	92
	塔底 " °C		107	102	103	103	101	102	102
	再沸器スチーム量 kg/h		670	670	670	670	540	530	540
	入口温度 °C		260	255	258	256	268	265	265
メタネーター	上部触媒層 " °C			280	282	281	302	300	300
	下部 " " °C			460	460	450	450	445	440
	出口 " °C		427	427	430	423	415	412	404
	CH ₄ %	3.0	3.7	3.4	2.8	3.2	3.4	2.8	2.8
	CO %	97.0	96.3	96.6	97.2	96.8	96.6	97.2	97.2
	CO ₂ %								
	H ₂ %								
	出口ガス組成 H ₂ %								

～40°Cに冷されポンプで吸収塔頂部へ送られる。

MEA 水溶液の濃度は18%であり、循環使用中は、CO₂吸収後の CO₂/MEAは0.23～0.28(mol/mol)、再生後の CO₂/MEAは0.10～0.15 (mol/mol) である。

6. メタネーション工程

CO 変成および脱炭酸工程を経たガスはほとんど H₂のみとなるが、なお CO を約2%, CO₂も微量ながら含んでいる。このCOは精製工程の Pd

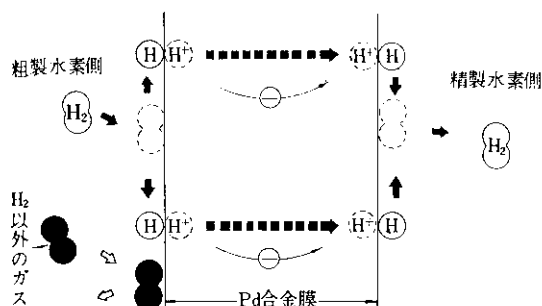
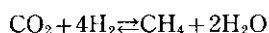
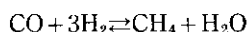


図3 Pd合金膜内における水素拡散の機構

合金膜に対し有害なので、無害な CH_4 へ変成しなければならない。

CO および CO_2 と H_2 とのメタネーション反応は、つぎの式で表わされる。



この反応は $250 \sim 350^\circ\text{C}$ において化学平衡上有利であり、 Ni 系触媒を使用することによってガス中の CO および CO_2 を数ppmまで減少させることができる。

メタネーション反応は非常に強い発熱反応であり、ガス中の CO 1%の変成に対して約 50°C の温度上昇を引き起こす。しかも触媒の許容温度が 500°C 程度であるため、 CO および CO_2 の含有量の変動に対しては細心の注意が必要である。

通常メタネーター入口の CO および CO_2 の合計含有量が3%以内であるよう運転する。触媒層の温度が異常発熱を起こす場合は、脱炭酸工程の吸収不良か CO 変成工程に異常があるので、手早くその処置をしなければならない。表2は以上の粗製水素発生工程における操業データの一例を示すものである。

7. 圧縮工程

粗水素発生プロセスの終点圧力は 1.5 kg/cm^2 で、そのままでは、つぎの精製工程に送給するには低すぎるので圧縮機によって適正圧（ $9.5 \sim 9.9 \text{ kg/cm}^2$ ）に圧縮する。

圧縮機は堅型、無給油式で、吸入圧 1.5 kg/cm^2 、吐出圧 9.7 kg/cm^2 、容量 $370 \text{ Nm}^3/\text{h}$ である。

無給油式の圧縮機には、ラビリンス式、テフ

ロンリング式およびカーボンリング式などがあるが、ラビリンス式は水素ガスのため漏れが多く不適であり、テフロン式も分解にさいして発するFがPd合金膜に有害なため使用できない。したがって、現在不満足ではあるがカーボンリング式のものを使用している。

8. 精製工程

Pdが H_2 を透過させる現象は、古く1836年、Grahamによって発見され、以来多くの人々によって研究されてきたが、まだその透過に関する確定した説明はなされていない。現在、もっとも妥当とされている説によって拡散透過の機構を説明すれば以下のとおりである。（図3参照）

- (1) H_2 分子がPd膜に吸着する。
- (2) 吸着した H_2 分子が、Pd膜表面で原子に解離する。
- (3) 解離した原子がイオン化しプロトンと電子に分れる。
- (4) プロトンがPd膜中を拡散する。
- (5) Pd膜裏面でプロトンと電子が再結合する。
- (6) 生じた原子がたがいに結びついて H_2 分子となる。
- (7) H_2 分子がPd膜より脱着する。

拡散透過は以上のような段階で進行するため、Pd膜面でプロトンの状態になり得ない H_2 以外のガスはいっさい透過しない。すなわちPd膜面に亀裂、ピンホール、溶接不良などの異常がなければ、透過ガスは純粋の H_2 のみで不純ガスは含まれず超高純度の水素ガスが得られる。

Pd膜の透過速度は、温度、分圧差、Pd膜厚によって影響をうけ、温度の高いほど、分圧差の大きいほど、そして膜の薄いほど速くなる。図4は透過速度と温度、圧力および膜厚の関係を示したものである。実際の装置では温度 450°C 一定、膜厚一定で運転され、変動する因子は H_2 分圧差のみとなるので、実用的にはつぎの式で透過速度を表わすことができる。

$$Q = K(\sqrt{P_1 \cdot X_m} - \sqrt{P_2})$$

Q ：透過速度 ($\text{l/min} \cdot \text{cm}^2$)

P_1 : 1次側(粗水素側)圧力 (kg/cm²)

P_2 : 2次側(純水素側)圧力 (kg/cm²)

X_m : 1次側の入口, 出口の水素モル分率の算術平均値

K : 速度定数 (l/min·cm²·(kg/cm²)^{1/2})

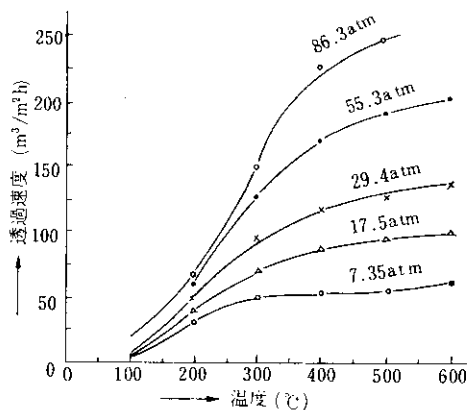
Pd膜の取扱い上注意すべき事項は、 β -Pd相の発生と逆圧現象および毒性物質との接触である。

β -Pd相はPdの相転移の問題であり、PdとH₂が共存するとき300°C以下の低温で生ずる組織である。この β 相は、通常組織の α 相と結晶構造は同一であるが、大量のH₂(自己体積の500倍)を吸収し、比容積が α 相より約10%大きくなるほか α 相にくらべはるかに脆くなる。 β 相は300°C以上に加熱するとふたたび α 相に転じ消滅するが、この生成-消滅を繰り返していくと、変形が起こり膜に割目が生じ破断したりする。透過膜には、純Pdと異なり、この傾向の起こりにくい合金を使用しているが、同様に300°C以下でH₂と接触させることは避けねばならず、起動および停止にあたっては細心の注意を必要とする。逆圧は1次側圧力よりも2次側圧力が高くなる現象をいい、Pd膜の構造上、逆圧現象によって膜の亀裂または破断が起こるので、起動および停止にあたっては特に弁操作順序に誤りのないよう十分留意して操作しなければならない。

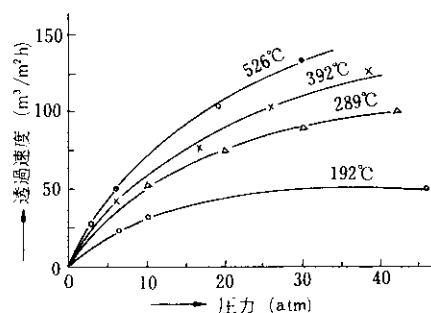
毒性物質には、表3に示すような物質があり、特にHg, Clなどは再生し得ない障害をのこすの

表3 Pd合金膜の有害物質

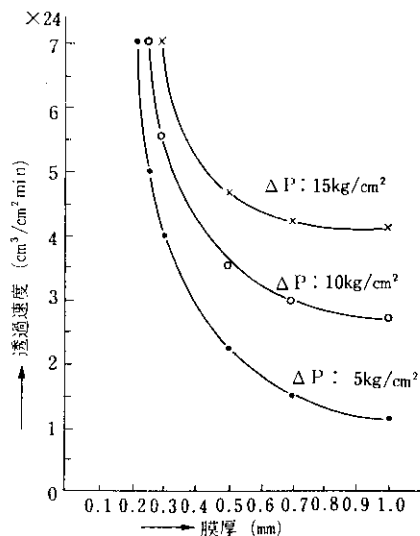
毒性物質	許容量	状況
Hg	<1ppm	Pdとアマルガムをつくる(永久被毒)
H ₂ S	<500ppm	1. 空気酸化で再生可能である 2. できれば5ppm以下が望ましい
C ₄ H ₄ S	<100ppm	3. PdSの生成で強度低下
不飽和炭化水素		表面活性を一時低下 再生可能 (400°Cにて空気酸化)
Cl		鉄材と反応し、揮発性のFeCl ₃ を作り、Pd膜面にFeの沈積層を作る HClで洗滌後、FeCl ₃ を排気して再生
CO		Pd表面でcokingを起す 空気酸化で再生可能



(a) 透過速度の温度の関係



(b) 透過速度の圧力の関係



(c) 透過速度と膜厚の関係

図4 透過速度と温度, 圧力, 膜厚の関係

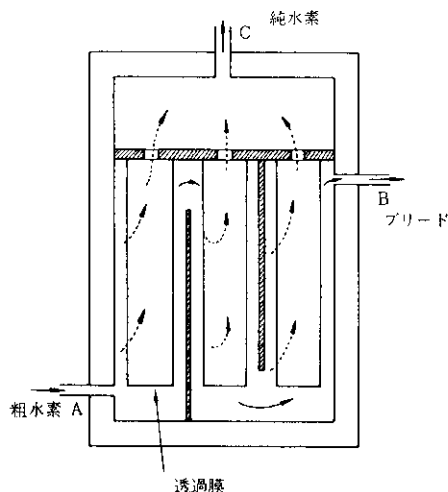


図5 透過器

で蔽い避けねばならない。

装置は、予熱器（3基）、透過器（6基）、冷却器および真空ポンプで構成されている。

圧縮工程で 9.9kg/cm^2 に圧縮された粗水素ガスは、コットンフィルターにより 1μ 以上の異物を除去したあと予熱器に送られる。予熱器には 12kW 、 15kW の2本のシーズヒーターが内蔵され、粗水素ガスを常温より 450°C まで加熱している。

透過器は、1基当り $62\text{Nm}^3/\text{h}$ の粗水素ガスを処理するよう設計されており、Pd合金膜を3室に分け45枚内蔵している。処理ガスは加熱されて透過器に至るが、透過に適する温度($460\sim 480^\circ\text{C}$)に維持するため、 6kW のシーズヒーターによって温度制御している。

透過器を図5に図解的に示す。ここで粗水素はAより送給され、3室を流れながら純水素を透過し CH_4 分を濃縮してBより排出される。

排出する不純ガス量は、設計条件において粗水素ガスの約19%を必要とし、この量の加減によって若干の透過量の調整が行なえる。

透過器の収率は、粗水素ガスの純度、圧力および負荷（設計値 $62\text{Nm}^3/\text{h}$ を100とした1基当りの粗水素流量比）によって変動する。

透過器の操業データと負荷による収率の変動を表4に1例として示す。

透過後、ガスは冷却器をへて常温まで冷やされ

表4 透過器の操業成績の一例

項目	負荷%	60	70	80	90	100
粗水素量 m^3/h		222.0	259.0	296.0	333.0	369.0
CH_4 含有率 %		2.4	2.5	2.8	2.9	3.0
粗水素圧力 kg/cm^2		9.4	9.5	9.5	9.5	9.6
純水素流量 m^3/h		216.0	239.0	262.0	285.0	300.0
透過率（純水素/粗水素）		97.4	92.2	88.6	85.5	81.4
収率 （純水素/粗水素×純度）		99.5	94.5	91.0	88.2	83.8

$300\sim 500\text{mmAq}$ の圧で熱処理炉へ送られる。

製品ガスの品質は、赤外線分析計で CH_4 を、MECO露点計で水分を、それぞれppm orderで監視しているが、 CH_4 分、水分いずれも検知されず不純分1ppm以下、露点 -80°C 以下である。

なお計装は、水素製造設備全系統を通じ、one man controlされており、要所に自動制御機器および警報装置を設置し、常に反応に最適条件をあたえ効率よく、かつ安全に運転を行なえるようにしている。

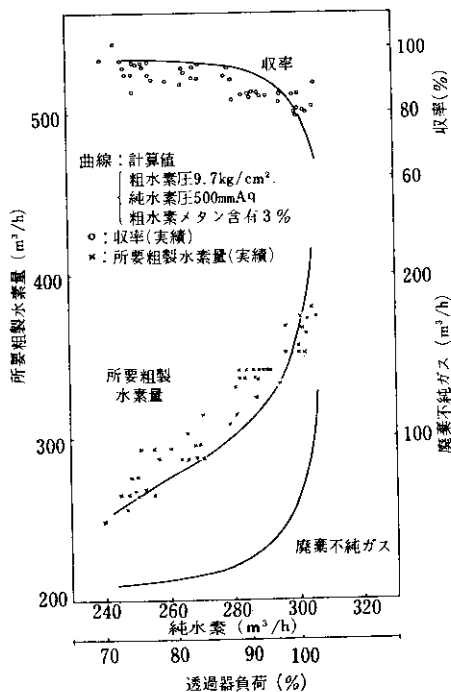


図6 透過器性能

特に停電あるいは蒸気圧低下など緊急時には、自動的に原、燃料系統の送給を停止し、放出回路 N_2 回路を開いて、系内を N_2 で置換し触媒および設備の損傷を防止するよう図っている。

図6は透過器性能の関係を示すものでこの図から明らかなごとく、透過器の負荷が、増すにつれ

収率が低下するため、生産量が増加するにしたがい所要粗製水素量すなわちブタン原単位は増加する。しかし、透過器から廃棄される不純ガスは、 CH_4 15%を含む粗 H_2 であるから、これを改質炉前に戻し循環させることによって、ブタン原単位を改善する余地がある。